

## Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé

## Optimization of biomass concentration in a fluidised bed reactor

P. Miháلتz, Zs Csikor, P. Chatellier et B. Siklódi

Volume 14, numéro 2, 2001

URI : <https://id.erudit.org/iderudit/705413ar>

DOI : <https://doi.org/10.7202/705413ar>

[Aller au sommaire du numéro](#)

Éditeur(s)

Université du Québec - INRS-Eau, Terre et Environnement (INRS-ETE)

ISSN

0992-7158 (imprimé)

1718-8598 (numérique)

[Découvrir la revue](#)

Citer cet article

Miháلتz, P., Csikor, Z., Chatellier, P. & Siklódi, B. (2001). Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé. *Revue des sciences de l'eau / Journal of Water Science*, 14(2), 131–145. <https://doi.org/10.7202/705413ar>

### Résumé de l'article

Une étude expérimentale de la dénitrification a été réalisée sur des bioréacteurs à lits fluidisés alimentés avec un effluent dont la teneur en nitrates peut atteindre 900 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/l. Des mesures ont montré, qu'à ces concentrations, il n'y a pas d'inhibition des substrats (NO<sub>3</sub><sup>-</sup> et éthanol). Le flux de nitrates éliminé par le réacteur a atteint 10 kg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/m<sup>3</sup> avec pratiquement 100 % d'élimination des nitrates. Ce flux semble toutefois dépendre de la quantité de biomasse dénitrifiante sur le support de sable.

Pour le contrôle optimal du procédé, il est indispensable de pouvoir

- déterminer facilement la concentration massique (G) de la biomasse

- éviter les valeurs extrêmes conduisant à une expansion trop importante du lit et à des limitations diffusionnelles.

Une étude préalable des auteurs a servi comme base pour établir la corrélation entre le gradient de pression dans le lit, exprimé en fonction de l'écart de masse volumique (C<sub>p</sub>), et les valeurs de G. Une corrélation a été déterminée et les constantes validées pour une gamme de G allant jusqu'à 100 mg MVS/g support.

La concentration volumique de biomasse (X) a été ensuite établie à l'aide de paramètres caractérisant le comportement hydrodynamique du lit fluidisé.

Dans le cas du système étudié, la valeur maximale de X est de 19 - 20 g MVS/l.

Ceci correspond à des valeurs de G de 80-100 mg MVS/g support. Les corrélations obtenues peuvent servir pour le dimensionnement ainsi que pour l'optimisation de l'épaisseur du biofilm dans la conduite du réacteur.

## Optimisation de la concentration de biomasse dans un réacteur à lit fluidisé

### Optimization of biomass concentration in a fluidised bed reactor

P. MIHÁLTZ<sup>1</sup>, Zs. CSIKOR<sup>1\*</sup>, P. CHATELLIER<sup>2</sup>, B. SIKLÓDI<sup>1</sup>

Reçu le 2 juillet 1999, accepté le 27 mars 2001\*\*.

#### SUMMARY

Fluidized sand-bed, fixed-film denitrifying reactors were tested for the treatment of high strength waters and for the optimization and control of biofilm thickness. Two reactors with sand (0.63-0.8 mm) as the carrier particle were operated. Ethanol and propionic acid were used as carbon sources. Nitrate concentrations were in the range of 200-900 mg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/l. Tests showed no substrate inhibition (NO<sub>3</sub><sup>-</sup> or ethanol) at these concentrations (*figure 3*). The nitrate removal capacity of the reactors reached 10 kg NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/m<sup>3</sup>d, which corresponded practically to 100% nitrate removal efficiency (*figure 2*). Nitrite formation was only observable where other conditions (e.g., unfavourable pH) hindered nitrate removal (*figure 4*).

Since biofilm growth is a parameter of major influence on reactor performance and mechanical/hydrodynamic functioning, its control is indispensable. A method was developed for simplified determination and optimization of biofilm coverage. This method is based on the expansion coefficient (E) and specific particle volume ( $\xi_0$ ) parameters. The former is defined as the slope of the bed height-fluidization rate plot (eq. 3), and the specific particle volume can be calculated from the intercept (eq. 4).

The particle content ( $C_p$ ) (*figure 1*, eqs. 2 and 6) ties these parameters to the pressure gradient measured along a fluidized bed, as introduced in a previous study (CSIKOR *et al.*, 1995). This method was simplified to replace biofilm thickness with the gravimetric biofilm coverage (G), which is easy to determine gravimetrically. For the determination of fluidization and biofilm parameters, samples were taken from different points of the fluidized bed with differing biofilm thickness (*figure 6*) and tested in a small fluidized bed

<sup>1</sup> Environmental Pilot Laboratory, Budapest University of Technology and Economics, H-1521 Budapest, Muegyetem rkp. 9., Hungary.

<sup>2</sup> CIRSEE Lyonnaise des Eaux, 38 rue du président Wilson, F-78230 Le Pecq, France.

\* Correspondance. E-mail : csikor.vfl@chem.bme.hu

\*\* Les commentaires seront reçus jusqu'au 29 mars 2002.

reactor. It was found that  $G$  is linearly correlated to  $E$  and  $\xi_0$  (figures 8 and 9). The reliability of the linear relationship was controlled by transforming biofilm coverage data to biofilm thickness and comparing with previous results.

It was shown that differences in microbial cultures cause negligible differences in the hydrodynamics of fluidization (figure 5). Volumetric biomass concentration ( $X$ ), which is directly related to  $G$  (figure 7), can thus be determined using simple hydrostatic pressure tests. It was demonstrated that  $X$  has an optimal value (figures 7 and 11) and can reach 19-20 g VS/l under normal operating conditions. This corresponds to a  $G$  between 80-100 mg VS/g support. Increased biofilm thickness does not improve  $X$  but increases the diffusion limitation.

The sensitivity of the  $C_p$ -based biofilm measurement is greater with thin biofilms. However the real volumetric biomass concentration is less sensitive to changes with thick biofilms, which counterbalances this effect (figure 10).

**Key-words:** *fluidized bed, biofilm, denitrification, optimization.*

## RÉSUMÉ

Une étude expérimentale de la dénitrification a été réalisée sur des bioréacteurs à lits fluidisés alimentés avec un effluent dont la teneur en nitrates peut atteindre 900 mg N-NO<sub>3</sub>/l. Des mesures ont montré, qu'à ces concentrations, il n'y a pas d'inhibition des substrats (NO<sub>3</sub><sup>-</sup> et éthanol). Le flux de nitrates éliminé par le réacteur a atteint 10 kg N-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>j avec pratiquement 100 % d'élimination des nitrates. Ce flux semble toutefois dépendre de la quantité de biomasse dénitrifiante sur le support de sable.

Pour le contrôle optimal du procédé, il est indispensable de pouvoir :

- déterminer facilement la concentration massique ( $G$ ) de la biomasse ;
- éviter les valeurs extrêmes conduisant à une expansion trop importante du lit et à des limitations diffusionnelles.

Une étude préalable des auteurs a servi comme base pour établir la corrélation entre le gradient de pression dans le lit, exprimé en fonction de l'écart de masse volumique ( $C_p$ ), et les valeurs de  $G$ . Une corrélation a été déterminée et les constantes validées pour une gamme de  $G$  allant jusqu'à 100 mg MVS/g support.

La concentration volumique de biomasse ( $X$ ) a été ensuite établie à l'aide de paramètres caractérisant le comportement hydrodynamique du lit fluidisé. Dans le cas du système étudié, la valeur maximale de  $X$  est de 19-20 g MVS/l. Ceci correspond à des valeurs de  $G$  de 80-100 mg MVS/g support. Les corrélations obtenues peuvent servir pour le dimensionnement ainsi que pour l'optimisation de l'épaisseur du biofilm dans la conduite du réacteur.

**Mots clés :** *lit fluidisé, biofilm, dénitrification, optimisation.*

## 1 - INTRODUCTION

Les procédés utilisant des bactéries hétérotrophes se sont avérés être les plus efficaces pour la dénitrification des eaux souterraines (MATEJU *et al.*, 1992) et pour la dénitrification tertiaire des eaux résiduaires urbaines (CHUDоба *et al.*, 1998 ; CHUDоба et PUJOL, 1998).

Toutes ces applications nécessitent l'addition d'une source de carbone extérieure et utilisent des systèmes de bioréacteur à bactéries fixées. Pour profiter des avantages de ces systèmes il est nécessaire que ces procédés soient, non seulement efficaces, mais aussi suffisamment performants en vue de la réduction du volume des réacteurs, et donc, presque proportionnellement, de la réduction des frais d'investissement.

Le rendement spécifique des systèmes les plus utilisés que sont les réacteurs à lit fixe et à lit mobile (à mélange mécanique) varie entre 0,6 et 4 kg  $\text{N-NO}_3^-/\text{m}^3\text{j}$  (CHUDABA *et al.*, 1998 ; CHUDABA et PUJOL, 1998 ; LAZAROVA et MANEM, 1994).

De nombreuses études de laboratoire montrent que les systèmes à lits fluidisés offrent la possibilité d'atteindre des performances encore plus élevées.

Nos recherches ont débuté par le développement d'un procédé en échelle pilote (50  $\text{m}^3/\text{j}$ ) atteignant la performance de 11,3 kg  $\text{N-NO}_3^-/\text{m}^3\text{j}$  pour une concentration des eaux à traiter habituellement comprise entre 30 et 40 mg  $\text{N-NO}_3^-/\text{l}$ . Le procédé étudié était destiné à produire de l'eau potable (MATEJU *et al.*, 1992).

L'intensité de fonctionnement du réacteur est particulièrement importante dans le cas (souvent rencontré) où la nappe phréatique renferme des masses d'eau dont la concentration moyenne en nitrates peut atteindre plusieurs centaines de mg N/l. Ces concentrations élevées en nitrates sont, en général, dues à des rejets concentrés de fabriques d'engrais abandonnées ou toujours en fonctionnement. Afin de répondre à ce problème, nous avons fait évoluer le procédé vers des concentrations de nitrates dans l'effluent à traiter comprises entre 110 et 200 mg  $\text{N-NO}_3^-/\text{l}$ .

Néanmoins la description de la fluidisation des bioparticules et la conception des réacteurs de taille industrielle posent encore des problèmes. Ces problèmes sont traités en détail dans un article publié au début de notre recherche (CSIKOR *et al.*, 1994 ; 1995). Nous y avons introduit une méthode de description de la fluidisation utilisant le fait que la hauteur d'un lit fluidisé est proportionnelle à la vitesse de liquide. Cette méthode est développée et utilisée ici pour la détermination de la quantité et de la concentration de biomasse dans le réacteur.

L'une des principales raisons de l'efficacité des bioréacteurs à lit fluidisé est la valeur élevée de la concentration volumique de biomasse ( $X$  [g MVS/l]) qui peut y être obtenue. Plusieurs facteurs fixent cette concentration dans des lits fluidisés :

- **La particule de support.** Des particules de faible taille et/ou densité sont plus faciles à fluidiser et réagissent rapidement aux changements de la vitesse du liquide. Pour cette étude, nous avons utilisé un support de densité supérieure à 1 (sable) et de taille moyenne.
- **Vitesse ascensionnelle du liquide.** Quand cette vitesse augmente, les particules s'éloignent les unes des autres réduisant ainsi la concentration.
- **Épaisseur du biofilm.** Une augmentation de l'épaisseur du biofilm entraîne une augmentation de la quantité de biomasse. Cette augmentation de l'épaisseur entraîne également une réduction de la densité de chaque particule et une augmentation de la résistance de traînée.

On suppose que la résultante de ces deux dernières tendances est une courbe à maximum de la concentration volumique de biomasse en fonction du l'épaisseur de biofilm.

Une épaisseur de biofilm est optimale quand elle assure une concentration maximale de biomasse active (pour un support et une vitesse du liquide donnés). La concentration maximale de biomasse active ne coïncide pas automatiquement avec la concentration maximale volumique. Pour les épaisseurs de biofilms plus élevées, il faut compter avec une réduction de l'activité des couches les plus profondes du biofilm – à cause des limitations diffusionnelles. Le rapport entre la couverture des particules en biofilm et la concentration volumique doit donc être ajusté de façon à arriver à une concentration maximale de biomasse active.

La détermination directe de la concentration volumique de la biomasse n'est pas possible. En effet, le prélèvement perturbe les conditions de la fluidisation. L'un des buts de l'étude présentée ici a donc été de développer une méthode pour la détermination de la concentration volumique de la biomasse.

## 2 – MATÉRIEL ET MÉTHODES

### 2.1 Les bioréacteurs et leurs paramètres de fonctionnement

Deux réacteurs à lits fluidisés de 80 mm de diamètre intérieur et 3,5 m de hauteur totale ont été utilisés. Le support de biofilm était du sable de diamètre compris entre 0,6 et 0,8 mm (diamètre moyen : 0,76 mm). La vitesse superficielle du liquide était constante à 60 m/h correspondant à un rapport de recirculation de 38. (Le débit d'alimentation était aussi maintenu constant à 8 l/h). Nous avons fait varier la concentration de l'effluent à traiter entre 200 et 900 mg N-NO<sub>3</sub>/l pour le réacteur utilisant l'éthanol comme substrat organique, et entre 200 et 500 mg N-NO<sub>3</sub>/l pour celui fonctionnant avec l'acide propionique.

Le dosage des substrats organiques a été effectué par l'analyse continue de la matière organique dans l'effluent traité. Pour cela, des mesures de DCO ont été réalisées ainsi que des analyses par chromatographie en phase gazeuse.

Le rapport C/N limitant la dénitrification a été mesuré à 1,2 pour l'éthanol et à 1,1 pour l'acide propionique.

### 2.2 Suivi de la quantité de biomasse

La méthode proposée repose sur l'idée simple que la séparation des particules due à l'épaisseur de la couche microbienne peut être corrélée avec le gradient de pression dans un lit fluidisé, (CSIKOR *et al.* 1994 ; 1995).

Notre méthode est déduite d'une étude approfondie de l'écoulement lors de la fluidisation d'une particule recouverte d'un biofilm. La clef du modèle est un paramètre (appelé « écart de masse volumique ») qui peut être calculé à partir

des caractéristiques de la fluidisation et mesuré presque directement dans un réacteur en fonctionnement.

Si, dans un réacteur à lit fluidisé,  $\Delta H$  est la distance verticale entre deux points entre lesquels la pression hydrostatique est mesurée, et  $\Delta h$  est la différence des pressions mesurées (en unités de hauteur d'eau), l'écart de masse dû à la présence des particules ( $m_{app}$ ) dans la section examinée de la colonne est :

$$m_{app} = m - A \cdot \Delta H \cdot \rho_{eau} = A \cdot \rho_{eau} \cdot \Delta h \quad [M] \quad (1)$$

où :  $\rho_{eau}$  = densité de l'eau [ $M/L^3$ ]

$m$  = masse totale de la section  $\Delta H$  de la colonne [ $M$ ]

$A$  = section droite de la colonne [ $L^2$ ]

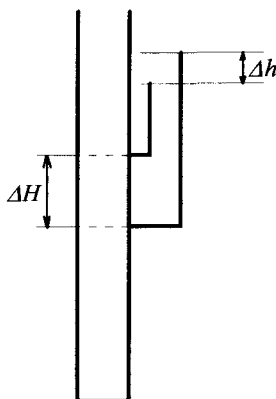
Comme le montre la *figure 1*, l'« écart de masse volumique » ( $C_p$ ) a été introduit pour mesurer la concentration des particules dans le lit fluidisé :

$$C_p = \frac{m_{app}}{\Delta V} = \rho_{eau} \frac{\Delta h}{\Delta H} \quad [M/L^3] \quad (2)$$

où :  $\Delta V$  = volume de la section  $\Delta H$  de la colonne [ $L^3$ ]

$\Delta H$  = la section de la colonne examinée (*figure 1*) [ $L$ ]

$\Delta h$  = la différence de pression entre les points bas et haut de la section  $\Delta H$  exprimé en hauteur de l'eau [ $L$ ]



**Figure 1** Détermination de « l'écart de masse volumique » ( $C_p$ ).  
*Determination of particle content variation ( $C_p$ ).*

Il est également possible de calculer  $C_p$  à partir des caractéristiques de la fluidisation.

Le modèle de RICHARDSON-ZAKI ayant été critiqué dans des publications antérieures (THOMAS et YATES, 1985 ; CSIKOR *et al.*, 1994), nous avons donc introduit les coefficients  $E$  et  $\xi_0$  pour décrire la fluidisation des bioparticules. À partir de ces paramètres il est possible d'exprimer  $C_p$  et d'autres caractéristiques du procédé.

Le coefficient d'expansion (E) est défini par :

$$h = h_0(1 + E \cdot v) \quad [L] \quad (3)$$

où :  $v$  = vitesse de fluidisation  $[L/T]$

$h, h_0$  = hauteur de lit à vitesse  $v$  et  $v = 0$   $[L]$

Le volume spécifique d'une particule à vitesse zéro ( $\xi_0$ ) peut être calculé comme suit :

$$\xi_0 = \frac{A \cdot h_0}{N} \quad [L^3] \quad (4)$$

où  $N$  = nombre de particules dans le volume  $A \cdot h_0$   $[-]$

On peut alors obtenir des équations empiriques en fonction de l'épaisseur du biofilm ( $\delta$ ) :

$$E = a_E + b_E \cdot \delta^c \quad [T/L] \quad (5 \text{ a})$$

$$\xi_0 = a_\xi + b_\xi \cdot \delta^c \quad [L^3] \quad (5 \text{ b})$$

où :  $a, b, c$  = coefficients de corrélation déterminés empiriquement.

Ces coefficients ne sont pas identiques pour  $E$  et  $\xi_0$ .

À l'aide des équations 5a et 5b, l'écart de masse volumique ( $C_p$ ) peut être calculé :

$$C_p = \frac{\pi \cdot d_{vb}^3 \cdot (\rho_p - \rho_{eau})}{6 \cdot \xi_0 \cdot (1 + E \cdot v)} \quad [M/L^3] \quad (6)$$

où :  $\rho_p$  = densité d'une particule  $[M/L^3]$

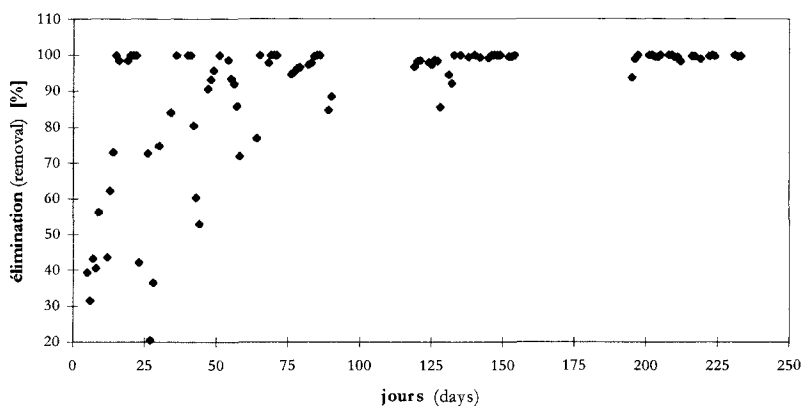
$d_{vb}$  = diamètre équivalent avec du biofilm  $[L]$

Donc, en utilisant  $C_p$  il est possible de relier simplement la taille des particules, l'épaisseur du biofilm et la ségrégation des particules au gradient de pression hydrostatique qu'il est très facile de déterminer même à l'échelle industrielle. La relation entre les valeurs expérimentales et calculées de  $C_p$  en fonction de  $\delta$  est peu influencée par la densité du biofilm. L'erreur entre les valeurs calculées et mesurées est assez faible et peut être expliquée par des bulles d'azote gazeux collées au biofilm de bactéries dénitrifiantes.

### 3 – RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX

#### 3.1 Performance de la dénitrification

Après démarrage et stabilisation du régime de fonctionnement le rendement d'élimination des nitrates est pratiquement de 100 % comme le montre la *figure 2* pour le cas du réacteur alimenté avec de l'acide propionique. Aucune corrélation n'a pu être obtenue avec la concentration de nitrate dans l'alimentation des réacteurs.



**Figure 2** Élimination des nitrates (réacteur acide acétique).  
*Nitrate removal (acetic acid reactor).*

Le réacteur alimenté avec de l'éthanol a fonctionné de façon plus irrégulière. Dans ce réacteur, le pH de l'effluent à traiter a été maintenu entre pH 2 et 3 au début de l'expérimentation afin de tamponner l'effet de la dénitrification. Ainsi, les changements de l'activité de la biomasse ou du dosage des substrats dans l'alimentation se sont manifestés par une chute du pH. Pour éliminer cet effet, un contrôle automatique du pH a, par la suite, été mis en œuvre pour assurer un pH constant de 8.

La hausse temporaire importante, et d'origine inconnue, des concentrations de substrat dans l'alimentation du pilote a causé des perturbations dans son fonctionnement. Ces perturbations sont probablement dues à un effet d'inhibition susceptible de créer des problèmes difficiles à résoudre dans la conduite du procédé.

Afin d'établir l'effet éventuel d'inhibition des produits entrant dans le réacteur, la biomasse a été séparée de la surface des particules de support. Elle a ensuite servi à constituer une suspension aqueuse, et des essais discontinus ont été menés sur cette suspension.

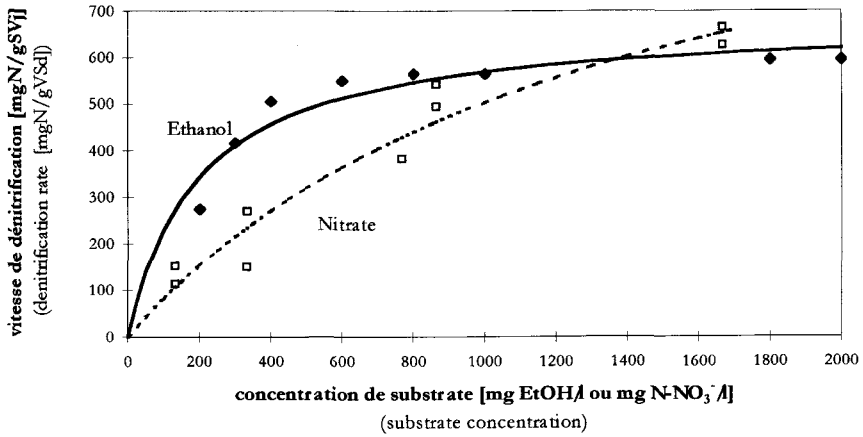
Les résultats présentés sur la *figure 3* montrent qu'aucune inhibition de substrat ne se manifeste jusqu'aux concentrations maximales de 1 600 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/l et de 2 000 mg éthanol/l. L'équation de Monod permet le calcul des constants ( $K_s$ ) de 1 350 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/l et 195 mg éthanol/l.

L'accumulation de nitrite, potentiellement toxique, peut être corrélée avec des limitations de l'élimination de nitrate. La *figure 4* montre que l'obtention de 100 % d'élimination des nitrates assure presque automatiquement une concentration minimale des nitrites dans l'effluent.

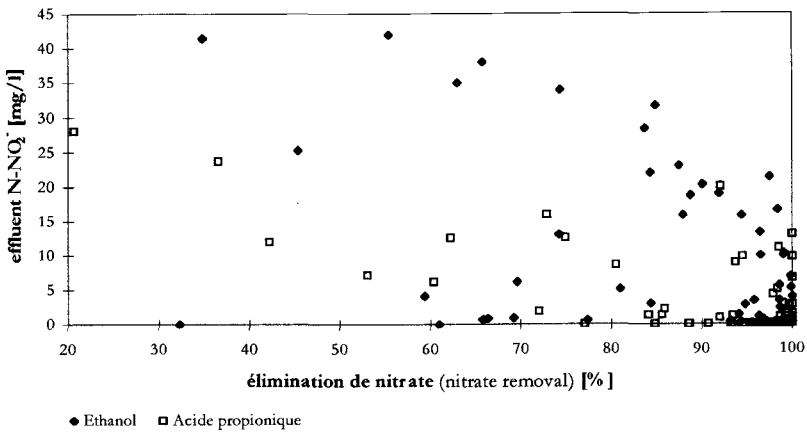
Les performances du procédé sont principalement caractérisées par la charge volumique de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> éliminée. Elle atteint 10 kg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/m<sup>3</sup>j pour le réacteur à éthanol et 7 kg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/m<sup>3</sup>j pour celui alimenté avec de l'acide propionique.

La DCO de l'effluent traité reste en règle générale au-dessous de 40-50 mg/l dont à peu près 85 % est de la DCO soluble. Ceci montre qu'il est





**Figure 3** Effet des substrats sur le taux de dénitrification.  
*Effect of substrate on denitrification rates.*

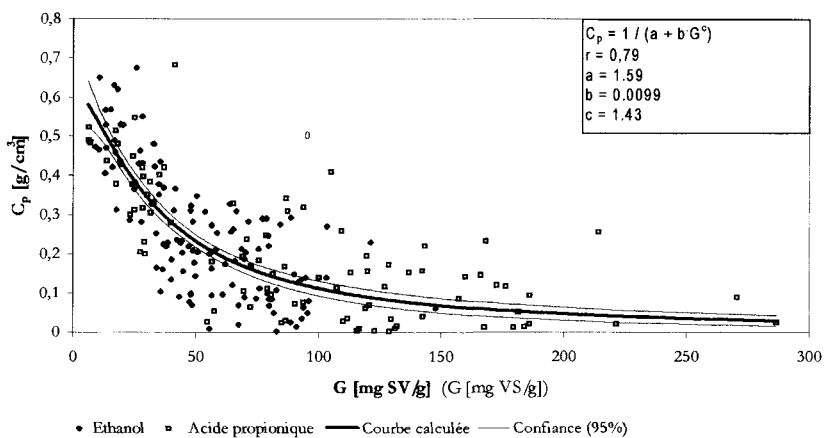


**Figure 4** Nitrite dans l'effluent en fonction de l'élimination des nitrates.  
*Nitrite in effluent as a function of nitrate removal.*

possible de conduire le procédé de telle sorte que les pertes de biomasse soient faibles.

### 3.2 Corrélation de la concentration massique de biomasse avec $C_p$

Sur la base de l'interprétation des équations 5a, 5b et 6 il a été tenté de démontrer que  $C_p$  peut être corrélé non seulement avec l'épaisseur du biofilm, mais aussi avec la concentration massique de biomasse,  $G$  (exprimé en mg Matières Volatiles en Suspension/g sable). Du point de vue de l'application pratique, l'utilisation de  $G$  — un paramètre beaucoup plus facilement accessible par gravimétrie simple par rapport à la mesure de l'épaisseur du biofilm — est avantageuse.



**Figure 5**      Corrélation entre la couverture en biofilm des particules (G) et l'écart de masse volumique ( $C_p$ ) ( $v = 60$  m/h).  
*Correlation between biofilm coverage (G) and particle content ( $C_p$ ) ( $v = 60$  m/h).*

Contrairement aux observations initiales, les résultats de la recherche systématique avec des expériences beaucoup plus nombreuses ont permis de représenter l'ensemble des résultats sous forme de corrélations expérimentales (figure 5).

L'équation (7) décrit le comportement des deux biofilms formés avec des substrats organiques différents.

$$C_p = \frac{1}{a + b \cdot G^c} \tag{7}$$

Si l'on considère un coefficient de confiance de 95 %, les séries de données associées à chacun des deux réacteurs donnent des courbes identiques, nous avons donc calculé une seule corrélation pour les deux séries de données. Les constantes a, b et c ainsi obtenues sont respectivement : 1,59 ; 0,0099 et 1,43.

On remarque que la sensibilité de la corrélation montrée sur la figure 5 peut être considérée comme suffisante au-dessous de la limite de  $G = 100$  mg MVS/g soit au-dessus  $C_p = 0,1$  g/cm<sup>3</sup>.

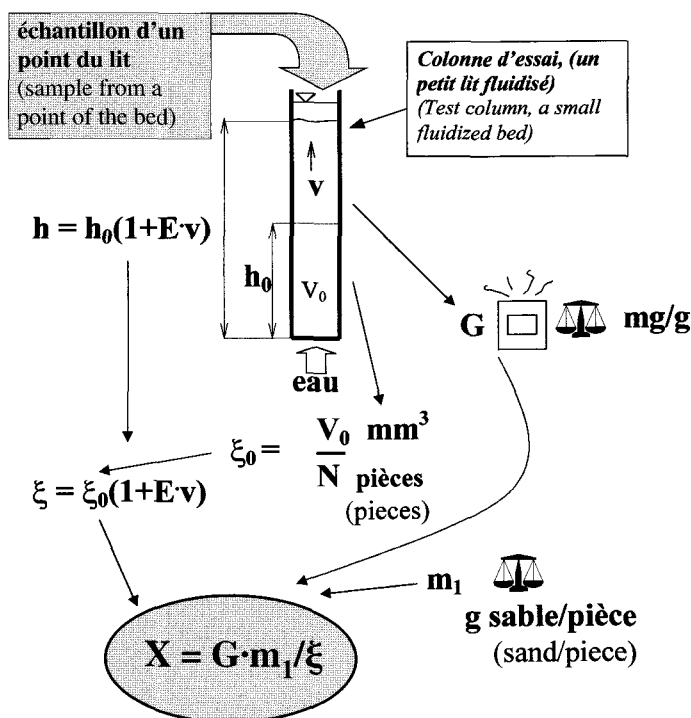
Ceci est dû au fait que, pour des valeurs élevées de G, le changement de densité des particules (composées d'un noyau lourd recouvert d'une couche de biomasse) est faible.

**3.3 Méthode pour la détermination de la concentration volumique de biomasse**

La description de la fluidisation des particules recouvertes d'un biofilm décrite dans la section Matériels et Méthodes a été utilisée pour écrire l'expression de la concentration volumique de biomasse X. Le couplage de cette ana-

lyse avec les données expérimentales rend possible la description de la fluidisation. Cette description peut être utilisée pour des objectifs d'optimisation et de dimensionnement.

La méthode de détermination de la concentration volumique de biomasse est visualisée sur la *figure 6*. Un échantillon homogène est prélevé à un point déterminé du réacteur. Les paramètres de fluidisation ( $E$ ,  $\xi_0$ ) de l'échantillon sont déterminés dans une petite colonne d'essai (30 mm de diamètre).



**Figure 6** Méthode d'essai.  
Test method.

À partir de l'échantillon entier on détermine la concentration massique de biomasse ( $G$ ), la masse moyenne d'une particule de support ( $m_1$ ) et le nombre des particules dans l'échantillon. La concentration volumique se calcule alors comme suit :

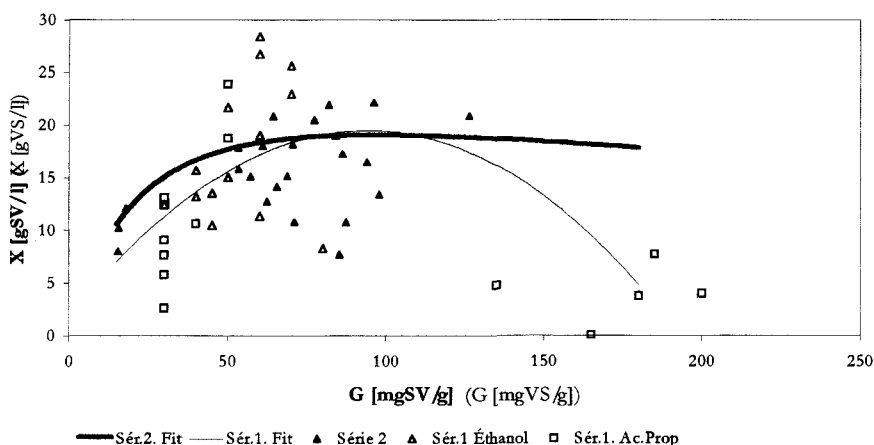
$$X = \frac{\text{matière organique sur une particule}}{\text{volume spécifique d'une particule}} = \frac{G \cdot m_1}{\xi} \quad [\text{M/L}^3] \quad (8)$$

Les essais ont été exécutés en deux séries. Dans la première série nous avons étudié les deux réacteurs (fonctionnent à l'éthanol et à l'acide propionique comme substrat organique) en les caractérisant avec une seule valeur moyenne de  $E$ ,  $\xi_0$  et  $G$ . Par la suite les expériences ont été réalisées seulement sur le réacteur à éthanol.

Les résultats des essais sont représentés sur la *figure 7*. La série 1 (essais d'orientation) permet de penser que la courbe de  $X$  en fonction de  $G$  présente un maximum pour des valeurs de  $G$  comprises entre 20 et 25 g MVS/l tandis que la concentration massique optimale se trouve pour des valeurs de  $G$  comprises entre 80 à 100 mg MVS/g.

Les essais de la deuxième série ont été exécutés d'après la méthode finale (*figure 6*, détermination sélective des paramètres hydrodynamiques locaux de l'échantillon dans la colonne d'essai). On ne détecte pas de réduction importante de  $X$  après le maximum de 18-20 g MVS/l sur le réacteur alimenté avec de l'éthanol. Les valeurs de  $G$  de 60 à 100 mg MVS/g correspondent aux maximums de  $X$ .

La courbe (ligne épaisse sur la *figure 7*) est obtenue par le traitement et l'analyse consécutive des données de mesure dont on donne les détails ci-après.



**Figure 7** Concentration volumique de la biomasse en fonction de la couverture en biofilm des particules ( $v = 60$  m/h).

*Volumetric biomass concentration as a function of biofilm coverage of particles ( $v = 60$  m/h).*

Les corrélations (plus ou moins linéaires) trouvés entre  $\xi_0$ ,  $E$  et  $G$  (*figures 8* et *9*) peuvent être également dérivées de cette étude. Elles sont extrêmement utiles pour le dimensionnement hydrodynamique du procédé.

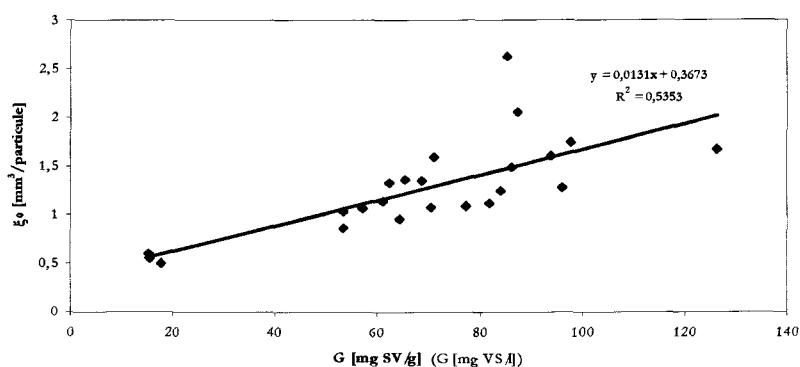
L'applicabilité des fonctions linéaires a été vérifiée : Comme  $G$  et  $\delta$  (épaisseur de biofilm) sont strictement corrélés, les *figures 8* et *9* peuvent être transformées en fonctions  $E$  ( $\delta$ ) et  $\xi_0$  ( $\delta$ ). La forme de ces fonctions coïncide bien avec celle des résultats provenant de la détermination directe de  $\delta$  (CSIKOR *et al.*, 1994). Il est par conséquent possible de modéliser les corrélations  $E$  ( $G$ ) et  $\xi_0$  ( $G$ ) par une droite.

Avec ces formules (basés sur les points expérimentaux des *figures 8* et *9*) le comportement du lit fluidisé peut être décrit avec l'exactitude et la précision nécessaire — indépendamment de la vitesse du liquide et de la concentration massique de biomasse.

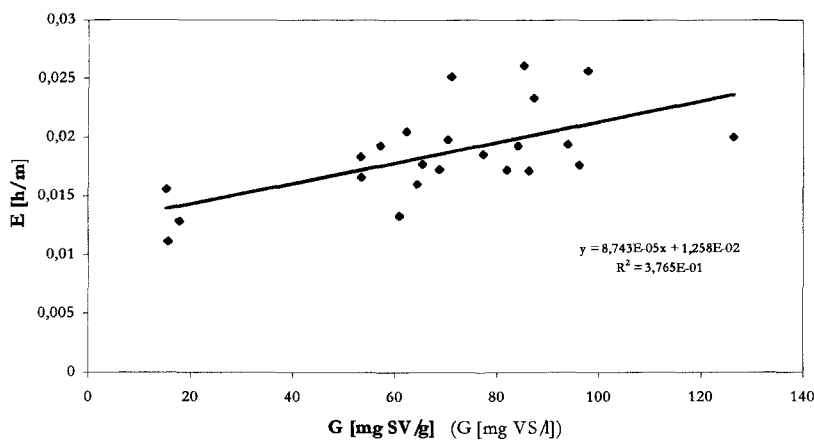
La concentration volumique de la biomasse peut alors être calculée comme suit :

$$X = \frac{G \cdot m_1}{\xi} = \frac{G \cdot \frac{d_s^3 \cdot \pi}{6} \cdot \rho_s}{\xi_0 (1 + E \cdot v)} = \frac{\pi}{6} \cdot \frac{\rho_s \cdot d_s^3 \cdot G}{(A_\xi + B_\xi \cdot G) \cdot (1 + (A_E + B_E \cdot G) \cdot v)} \quad (9)$$

où  $A_\xi$ ,  $B_\xi$ ,  $A_E$  et  $B_E$  sont les constantes des équations déduites des figures 8 et 9.



**Figure 8** Volume spécifique en fonction de couverture en biofilm.  
Specific volume as a function of biofilm coverage.

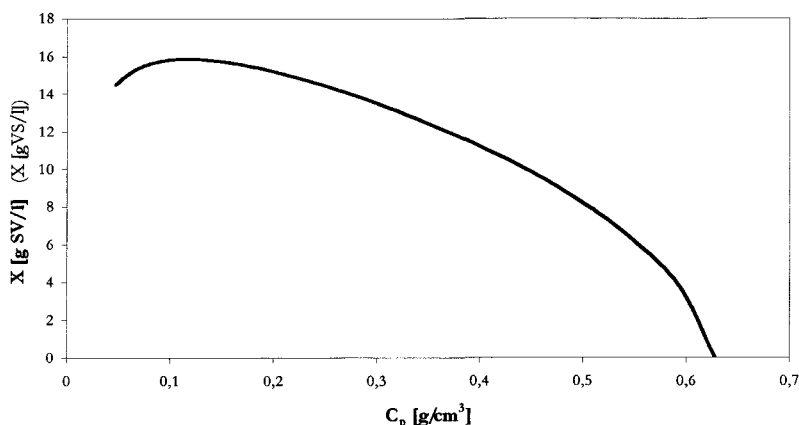


**Figure 9** Coefficient d'expansion en fonction de couverture en biofilm.  
Expansion coefficient as a function of biofilm coverage.

### 3.4 Optimisation de la conduite du réacteur pour obtenir la concentration maximale de la biomasse

Les résultats précédents et tout particulièrement les relations (7) et (9) permettent l'étude de sensibilité de la méthode au gradient de pression pour la description des concentrations en biomasse. Le *figure 10* montre les résultats des calculs des valeurs de  $X$  en fonction de  $C_p$ . Sur cette figure, les relations 7 et 9 ont été écrites pour une valeur de la vitesse  $v$  constante de 60 m/h.

L'allure de la *figure 10* permet de supposer qu'il est également possible d'utiliser le gradient de pression pour estimer la concentration volumique  $X$ . La détermination de  $C_p$  est d'autant plus précise que la différence de pressions entre les deux points de mesure sera plus grande (c'est-à-dire que  $C_p$  sera plus grand).



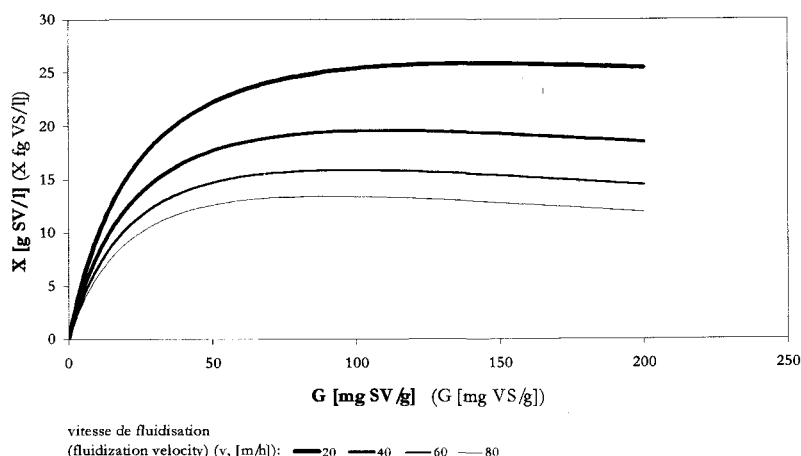
**Figure 10** Concentration volumique de biomasse en fonction de l'écart de masse volumique.

*Volumetric biomass concentration as a function of particle content.*

Il est possible, à partir de la relation (9), d'établir les courbes des *figures 7 et 11*. Ces courbes permettent la détermination des conditions opératoires correspondantes au taux volumique maximal. Ce maximum est obtenu aux valeurs de  $G$  pour lesquelles la concentration volumique atteint son plateau. Vers les biofilms plus épais ( $G$  plus élevé) la concentration volumique ne change pas significativement, mais il apparaît des limitations diffusionnelles dans le biofilm.

En tenant compte du fait que le maintien d'une fluidisation stable nécessite une vitesse du liquide supérieure au minimum de fluidisation, il est possible de dire que la valeur réelle de la concentration maximale de biomasse est de 19 à 20 g MVS/l. Ceci pour une vitesse du liquide de 40 m/h et une concentration massique de  $G = 80-100$  mg MVS/g.

Il est possible de déterminer  $X$  à partir de  $C_p$  à condition que ce paramètre soit supérieur à un seuil compris entre 0,1 et 0,15 g/ml. La pente de la courbe étant proportionnelle à  $C_p$ , des valeurs de  $C_p$  autour de ce seuil permettent d'obtenir des valeurs de  $X$  suffisamment précises pour le contrôle du procédé.



**Figure 11** Concentration volumique de la biomasse (calculée).  
*Volumetric biomass concentration (calculated).*

Des valeurs de  $C_p$  supérieures donnent la possibilité d'obtenir des valeurs de  $X$  encore plus précises.

#### 4 – CONCLUSIONS

Des bioréacteurs à lit fluidisé sont applicables pour le traitement des eaux fortement contaminées en nitrates ( $500\text{-}900 \text{ mg N-NO}_3\text{/l}$ ). Malgré les concentrations élevées, l'efficacité de l'élimination est proche de 100 %. L'accumulation des nitrites prend place seulement dans le cas où la dénitrification serait empêchée par des facteurs externes : manque de substrats organiques, pH non optimal. Le rendement spécifique des réacteurs peut être maintenu à  $10 \text{ kg N-NO}_3\text{/m}^3\text{j}$  si les conditions de fluidisation sont optimisées.

Le paramètre « écart de masse volumique » ( $C_p$ ) peut être corrélé avec la concentration massique de biomasse ( $G$ ). Cette corrélation permet de déterminer facilement la couverture en biofilm à partir de la mesure de la pression hydrostatique dans le lit fluidisé.

Une méthode a été développée pour la détermination de la concentration volumique de biomasse ( $X$ ). Cette méthode, basée sur des caractéristiques de la fluidisation ( $E$  et  $\xi_0$ ) a été utilisée pour démontrer qu'il existe une épaisseur de biofilm optimale. L'optimum — qui correspond à une cinétique réactionnelle maximale — est l'épaisseur ( $G$ ) relativement faible, pour laquelle la concentration en biomasse ( $X$ ) est maximale. (Dans les conditions testées, le  $X$  maximal est  $19\text{-}20 \text{ g MVS/l}$  à  $G = 80\text{-}100 \text{ mg MVS/g}$ ).

Les corrélations établies décrivent le comportement hydrodynamique du lit. Elles peuvent servir pour le dimensionnement ainsi que pour l'optimisation de la conduite du réacteur. Elles sont applicables pour la détermination de l'épaisseur optimale du biofilm avec comme critère la concentration volumique maximale de biomasse.

## REMERCIEMENTS

Cette recherche était supportée par le Fonds national de recherche scientifique (Projet 4-157) et par la János Bolyai (Bourse de Recherche).

## RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- CHUDоба P., PUJOL R., 1998. A three-stage biofiltration process: performances of a pilot plant *Wat. Sci. Tech.*, 38, 257-265.
- CHUDоба P., PANNIER M., TRUC A., PUJOL R., 1998. A new fixed-film mobile bed bioreactor for denitrification of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, 38, 233-240.
- CSIKOR ZS., MIHÁLTZ P., CZAKÓ L., HOLLÓ J., 1994. New interpretation of the expansion in biofilm coated particle fluidization. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 41, 608-614.
- CSIKOR ZS., MIHÁLTZ P., CZAKÓ L., HOLLÓ J., 1995. A pressure test method for biofilm coated particle fluidization studies. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 43, 383-386.
- LAZAROVA V., MANEM J., 1994. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. *Wat. Sci. Tech.*, 29, 319-327.
- MATEJU V., CIZINSKA S., KREJCÍ J., JANOCH T., 1992. Biological water denitrification – A review. *Enzyme Microb. Technol.*, 14, 170-183.